

[First Hit](#)[Previous Doc](#)[Next Doc](#)[Go to Doc#](#)[Generate Collection](#)[Print](#)

L4: Entry 22 of 186

File: JPAB

Aug 14, 1992

PUB-NO: JP404225900A

DOCUMENT-IDENTIFIER: JP 04225900 A

TITLE: METHOD FOR ANAEROBICALLY DIGESTING ORGANIC SLUDGE

PUBN-DATE: August 14, 1992

INVENTOR-INFORMATION:

NAME

COUNTRY

MIYATA, ATSUSHI

ASSIGNEE-INFORMATION:

NAME

COUNTRY

NGK INSULATORS LTD

APPL-NO: JP02416354

APPL-DATE: December 27, 1990

INT-CL (IPC): C02F 11/04; C02F 1/24; C02F 11/12; C02F 11/14

ABSTRACT:

PURPOSE: To promote acid fermentation even at the concentration stage by heating org. sludge in a sludge heating tank, introducing the sludge into a flotation concentration tank and then introducing the concd. sludge into an anaerobic digestion tank.

CONSTITUTION: Org. sludge is charged into a sludge heating tank 1 and heated, the mixture with the return sludge from a settling tank 4 is heated to 30-80°C and introduced into a sludge concentration tank 2, and the sludge is concentrated by flotation. The concentrated sludge obtained is kept at 30-60°C, immediately sent to an anaerobic digestion tank 3, digested and introduced into the settling tank 4. Acid fermentation is thus promoted even at the sludge concentration stage, and the org. sludge to be sent to the digestion tank 3 is concentrated at a low cost with low energy, and the capacity of the tank 3 can be reduced. Meanwhile, the mixed sludge is preheated by the heat exchange with the separated liq. in the concentration tank 2, and a flocculant can be added to promote the flocculation.

COPYRIGHT: (C)1992, JPO&Japio

[Previous Doc](#)[Next Doc](#)[Go to Doc#](#)

(19) 日本国特許庁 (JP)

(12) 公開特許公報 (A)

(11)特許出願公開番号

特開平4-225900

(43)公開日 平成4年(1992)8月14日

| | | | | |
|---------------------------|------|---------|-----|--------|
| (51) Int.Cl. ⁵ | 識別記号 | 序内整理番号 | F I | 技術表示箇所 |
| C 0 2 F 11/04 | Z | 7824-4D | | |
| 1/24 | B | 8616-4D | | |
| // C 0 2 F 11/12 | Z | 7824-4D | | |
| 11/14 | A | 7824-4D | | |

審査請求 未請求 請求項の数 4 (全 8 頁)

(21) 出願番号 特願平2-416354

(22)出願日 平成2年(1990)12月27日

(71)出願人 000004064

日本碍子株式会社

愛知県名古屋市瑞穂区須田町2番56号

(72) 発明者 宮田 篤

愛知県半田市青山町7丁目83番地 日本力

イシ青山窟

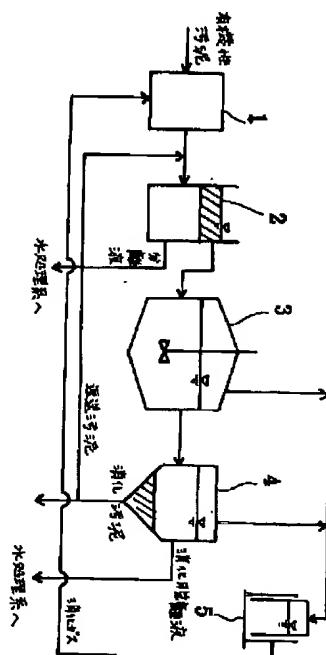
(74) 代理人 弁理士 名嶋 明郎 (外2名)

(54) 【発明の名称】 有機性汚泥の嫌気性消化処理方法

(57) 【要約】

【目的】 有機性汚泥の浮上濃縮－嫌気性消化処理を、加圧動力コスト、発泡剤コストをかけずに高効率かつ安定して行うこと。

【構成】 有機性汚泥と返送汚泥との混合汚泥を30~80℃の温度に加温し、加温された混合汚泥を所定時間常圧下で浮上濃縮させる。これにより得られた浮上濃縮汚泥を30~60℃に維持しつつただちに嫌気性消化処理する。混合汚泥は浮上濃縮槽の分離液等との熱交換により予熱してもよく、混合汚泥に凝集剤を添加してフロック形成を促進してもよい。



【特許請求の範囲】

【請求項1】 有機性汚泥と種菌を含有する返送汚泥とを混合した混合汚泥を30~80℃の温度に加温し、加温中あるいは加温後の混合汚泥を所定時間常圧下で浮上濃縮させたのち、浮上濃縮汚泥を30~60℃に維持しつつただちに嫌気性消化処理することを特徴とする有機性汚泥の嫌気性消化処理方法。

【請求項2】 浮上濃縮槽の分離液および／または消化槽の消化脱離液から有機性汚泥および／または該有機性汚泥に種菌を含有する返送汚泥と混合した混合汚泥へ熱変換して該汚泥を30~80℃の温度とし、加温後の混合汚泥を所定時間常圧下で浮上濃縮させたのち、浮上濃縮汚泥を30~60℃に維持しつつただちに嫌気性消化処理することを特徴とする有機性汚泥の嫌気性消化処理方法。

【請求項3】 有機性汚泥と種菌を含有する返送汚泥とを混合した混合汚泥を30~80℃の温度に加温したのち、加温後の混合汚泥に所定量の凝集剤を添加・攪拌し、所定時間常圧下で浮上濃縮させたのち、浮上濃縮汚泥を30~60℃に維持しつつただちに嫌気性消化処理することを特徴とする有機性汚泥の嫌気性消化処理方法。

【請求項4】 複数個の浮上濃縮槽を用いることを特徴とする請求項1または請求項2又は請求項3に記載の有機性汚泥の嫌気性消化処理方法。

【発明の詳細な説明】

【0001】

【産業上の利用分野】 本発明は下水汚泥等の有機性汚泥を浮上濃縮したうえで嫌気性消化処理する方法に関するものである。

【0002】

【従来の技術】 従来の有機性汚泥の浮上濃縮-嫌気性消化処理方法としては、(7) 加圧浮上濃縮-嫌気性消化処理方法、(1) 発泡剤添加浮上濃縮-嫌気性消化処理方法などがある。図9に示す(7)の方法においては、加圧のための動力がかさみ、また加圧下で空気を溶解させるために、空気中の酸素により汚泥が好気的雰囲気となるのでこの汚泥の嫌気性消化処理を行うことは絶対嫌気性菌による消化の阻害の面からも問題があった。また図10に示す(1)の方法においても、発泡剤のコストがかかる他、発泡剤を汚泥に溶かすためにその種類と添加量によっては嫌気性菌の活動阻害の可能性があった。

【0003】 一方、(7)、(1)のいずれの方法においても、消化処理を効率的に行わせるために、中温あるいは高温嫌気性菌の至適温度とされる35~37℃あるいは55℃付近までの加温を行うことが必要であり、また別途消化処理の前に熱による可溶化処理を行う場合にも加温が必要となって、消化槽加温コスト、加圧動力コスト、発泡剤コスト等は膨大なものとなっていた。さらに上記可溶化処理工程を設けない場合には、消化反応速度の遅さのために長い消化時間を必要とし、設備規模、加温(保温)にかかるコスト面から問題となっていた。

10

【0004】

【発明が解決しようとする課題】 本発明は上記したような従来の問題点を解決して、浮上濃縮過程で加圧等の動力コストのかかる機械的濃縮手段を必要とせず、また発泡剤等の浮上ための薬品も必要とせず、しかも浮上濃縮汚泥は濃縮過程で嫌気性雰囲気下を保ちながら安定して汚泥濃度を高めることができ、また浮上濃縮過程での分離液の性状の悪化を最低限に防止するとともに、嫌気性消化処理過程においては従来法において必要とされる消化槽加温コストを殆ど必要とせずに消化時間を大幅に短縮して消化処理設備に要するイニシャルコスト及び消化運転に要するランニングコストの低減を図ることのできる有機性汚泥の嫌気性消化処理方法を提供するためになされたものである。

【0005】

【課題を解決するための手段】 上記の課題を解決するためになされた第1の発明は、有機性汚泥と種菌を含有する返送汚泥とを混合した混合汚泥を30~80℃の温度に加温し、加温中あるいは加温後の混合汚泥を所定時間常圧下で浮上濃縮させたのち、浮上濃縮汚泥を30~60℃に維持しつつただちに嫌気性消化処理することを特徴とするものである。

20

【0006】 また第2の発明は、浮上濃縮槽の分離液および／または消化槽の消化脱離液から有機性汚泥および／または該有機性汚泥に種菌を含有する返送汚泥を混合した混合汚泥へ熱変換して該汚泥を30~80℃の温度とし、加温後の混合汚泥を所定時間常圧下で浮上濃縮させたのち、浮上濃縮汚泥を30~60℃に維持しつつただちに嫌気性消化処理することを特徴とするものである。

30

【0007】 また第3の発明は、有機性汚泥と種菌を含有する返送汚泥とを混合した混合汚泥を30~80℃の温度に加温したのち、加温後の混合汚泥に所定量の凝集剤を添加・攪拌し、所定時間常圧下で浮上濃縮させたのち、浮上濃縮汚泥を30~60℃に維持しつつただちに嫌気性消化処理することを特徴とするものである。更に第4の発明は、上記の工程を複数個の浮上濃縮槽を用いて行うことを特徴とするものである。

40

【0008】 本発明は、従来法においては消化処理過程の前段で加温していたものを浮上濃縮過程の前段に移し、その加温温度に応じて①中温消化、②高温消化、③加温脱気、あるいはこれらの組合せによって発生するガスを利用し、余分のエネルギーあるいは薬剤を消費することなく有機性汚泥を浮上濃縮するという原理に基づくものである。以下に本発明を図示の実施例によって詳細に説明する。

50

【0009】 【実施例】 図1は本発明の基本フローである第1の発明の実施例を示すフローシートであり、1は汚泥加温槽、2は浮上濃縮槽、3は嫌気性消化槽、4は沈殿槽、5はガスホルダーである。図2は第2の発明の実施例を示す

フローシートであり、第1のフローに熱交換器6、7が負荷されている。図3は第3の発明の実施例を示すフローシートであり、第1のフローに薬品溶解槽8及び薬品混和槽9を負荷したものである。

【0010】図1において、まず有機性汚泥は汚泥加温槽1に投入され、ここで30~80℃望ましくは30~60℃に加温される。好ましい加温温度は、浮上濃縮槽2においての発酵面からみると中温嫌気性菌に最適な35~37℃、あるいは高温嫌気性菌に最適な53~55℃である。また温度による水中のガス溶解度の差を利用した加温脱気法からみると50~80℃でよくガスが発生し浮上するが、図5に示すように30℃未満ではガス発生が少ないため浮上濃縮は生起されないこと、加温温度が高いと浮上濃縮槽2での濃縮時間が数時間短くてすむものの、後続する嫌気性消化槽の消化日数が1ヶ月もの長時間を要することを考えると加温温度を高くするメリットは小さいこと、図6に示すように加温温度が高くなると分離液濃度(TS)が高くなることから、嫌気性消化工程での加温温度は40~60℃が好ましい。

【0011】ここで加温手段としては図1に示すように外部エネルギーによる加温が用いられるが、図2のように熱交換器を用いて内部エネルギーを回収して、熱効率を高めることもできる。熱交換の方法としては、まず有機性汚泥が汚泥加温槽1に投入される前に沈澱槽4により分離・発生する消化脱離液を熱源とした熱交換器6により加温され、次に浮上濃縮槽2より発生する分離液を熱源とした熱交換器7により加温される。このようにして汚泥加温槽1に送られた汚泥はその温度が所定の温度に達していない場合には、さらに外部エネルギーにより所定温度まで加温される。上記脱離液及び分離液は各々熱交換器6、7を通過したのち水処理系へ返流水として返送される。

【0012】外部エネルギーとしては電気等による加温も用いられるが、ガスホルダー5に捕集された主成分がメタンからなる消化ガスを用いたガスボイラーを燃焼させ、熱効率の面からは好ましくは蒸気の直接吹き込み方式によって所定温度まで加温してもよい。このようにして汚泥加温槽1で所定温度に加温された汚泥は、沈澱槽4から流出した消化汚泥の一部である浮上濃縮槽返送汚泥と混合される。ただしこの際、浮上濃縮槽返送汚泥の量が多く、汚泥加温槽1及び嫌気性消化槽3の設定温度に比して温度が低い場合には該混合汚泥の温度低下が予想されるが、所定の設定温度より2℃以上下がるか、30℃を下回る場合には汚泥加温槽1の前段で有機性汚泥に浮上濃縮槽返送汚泥を混入したのち、該有機性汚泥を所定の温度まで加温する方式をとる。

【0013】次に所定の温度に達した浮上濃縮槽返送汚泥を含む混合汚泥は、浮上濃縮槽2に送られるが、浮上分離性の悪い混合汚泥については図3に示すように浮上濃縮槽2に送られる前に凝集剤が添加される。凝集は薬

品溶解槽8にてあらかじめ溶解化された凝集剤を薬品混和槽9にて添加、混和し、フロックを形成させる方法により行われる。凝集剤の添加割合は図7に示すように混合汚泥固形物濃度(TS)当り0.05%以上が好ましく、それ以下では発生分離液中に浮遊物質が残る場合がある。

【0014】次に該混合汚泥は浮上濃縮槽2に送られ、汚泥加温槽1での加温後最終温度と同じ温度に保温された状態で濃縮される。このとき濃縮温度60℃以内では主として嫌気性消化初期の可溶化及び酸発酵過程が開始されてガス発生が行われ、また濃縮温度が60~80℃では主として温度上昇に伴うガス溶解度の低下によりガス発生が行われ、上部に浮上濃縮汚泥の層が形成され、下部に分離液の層が形成される。濃縮時間は図8に示すように加温温度により大きく異なり、高濃縮性を確保するには少なくとも1時間をする。なお図8に示すように20℃以下では浮上濃縮汚泥の固形物濃度は低く、また90℃以上では対流が起るため浮上濃縮性は大幅に低下する。

【0015】浮上濃縮槽2で得られた浮上濃縮汚泥は加温温度30~60℃のときにはただちに、60℃を越えるときは60℃以下に冷却してから嫌気性消化槽3に送られる。ここでは消化温度は浮上濃縮槽2と同温度(30~60℃)に設定されているので嫌気性消化槽3では保温程度のコストですみ、しかも混合汚泥は浮上濃縮槽2すでに嫌気性消化の初期段階に達しているために速やかに嫌気性消化反応が遂行される。その結果、嫌気性消化槽3の消化日数は従来の80%程度ですむこととなる。

【0016】嫌気性消化槽3で発生した消化汚泥は沈澱槽4において固液分離されて消化脱離液と消化汚泥に分かれ、第1の発明では直接、第2の発明では熱交換器6を介して水処理系へ送られ、消化汚泥は一部が浮上濃縮槽返送汚泥となって送られ、残りは次汚泥処理工程へ送られる。また嫌気性消化槽3及び沈澱槽4で発生した主としてメタンよりなる消化ガスはガスホルダー5で捕集された後、場合によっては一部は汚泥加温槽の加温に用いられ、残りは有用資源として回収される。

【0017】次に図4は第4の発明の実施例を示すフローシートであり、図1に示す第1の発明の実施例を示すフローシートの汚泥濃縮槽2が複数個からなり、その後段に浮上濃縮汚泥貯留槽10が設けられている。第1~3の発明の実施例と同様に加温された浮上濃縮槽投入汚泥は複数個の浮上濃縮槽2へ順次投入され、第1~3の発明の実施例と同様に浮上濃縮された後、半連続的に発生した浮上濃縮汚泥を保温構造の浮上濃縮汚泥貯留槽10に順次送り、この浮上濃縮汚泥貯留槽10に貯留した後、半連続的または連続的に嫌気性消化槽3に投入する一方、各浮上濃縮槽2にて浮上濃縮汚泥とともに順次発生する分離液も熱交換器7へ送られ、以降の処理は第1の発明の実施例と同様に行われる。

【0018】表1は第2の発明の有機性汚泥の嫌気性消化処理方法を重力濃縮法のあとに組み入れた本発明の方

法の処理過程（重力濃縮→生物学的浮上濃縮→嫌気性消化）と、重力濃縮法と発泡剤添加浮上濃縮と嫌気性消化処理方法からなる従来法で行った処理過程（重力濃縮→発泡剤添加浮上濃縮→嫌気性消化）により、有機性汚泥の一種である下水汚泥の処理を480 m³ / 日（重力濃縮後の汚泥量で濃度は1.86%）の規模で行い、それぞれの処理過程における処理条件とその処理による結果を示したものである。

【0019】表1の本発明の方法と従来法とを比較すると、本発明の方法は従来法に比べ運転費用が著しく軽減*10

*できるばかりでなく、同じ消化温度37°Cで消化日数を約6日短縮した運転でも、消化率は従来法の50%よりも約10%も向上して59.3%となり、消化率の向上が認められる。またガス発生率も投入汚泥量に対し、従来法で7.3 m³ / m³、本発明の方法で11.5 m³ / m³となり、飛躍的に向上するとともに、本法では高負荷運転が可能であるため消化槽体積を従来法の約2/3に減じることができる。

【0020】

【表1】

| | | | 本発明の方法 | 従来法 |
|---------|--------------------------------------|--------------|-------------------------------------|------------------------------------|
| 汚泥種類 | | | 下水汚泥（初沈汚泥+余剰汚泥） | |
| 汚泥温度 | | | 20°C | |
| 有機性汚泥 | 固体物濃度 | TS (mg/l) | 18600 | |
| | 有機物濃度 | VTS (mg/l) | 14300 | |
| | 揮発性除く | VDS (mg/l) | 550 | |
| | 揮発性有機酸 | (mg/l) | 800 | |
| 濃縮工程 | 浮上濃縮汚泥 | 温度 | 37°C | 20°C |
| | 固体物濃度 | TS (mg/l) | 40000 | 30000 |
| | 有機物濃度 | VTS (mg/l) | 30400 | 22800 |
| | 揮発性除く | VDS (mg/l) | 1600 | 600 |
| | 揮発性有機酸 | (mg/l) | 2300 | 930 |
| 嫌気性消化工程 | VTS 体積負荷 (kg-VTS/ m ³ ・日) | | 0.86 | 0.57 |
| | 消化温度 | | 37°C | 37°C |
| | 消化率 | | 59.3% | 50% |
| | 消化日数 | | 34.3日 | 40.6日 |
| | 脱離液量 | | 100 m ³ /日 | 140 m ³ /日 |
| | ガス発生率 投入汚泥量当り | | 11.5 m ³ /m ³ | 7.3 m ³ /m ³ |
| | 〃 有機物の減少量当り | | 700 l/kg | 711 l/kg |
| | 消化槽体積 (嫌気性消化槽) | | 7600 m ³ | 12000 m ³ |
| | 処理費用 | 薬品費 加温用灯油 | 0 534 kg/日 | 893円/日 576 kg/日 |

【0021】

【発明の効果】

以上に説明したように、本発明によれば従来、嫌気性消化槽へ流入する直前で行っていた有機性汚泥の加温操作を汚泥加温槽において加温したうえで浮上濃縮槽において濃縮を行わせるようにしたので、汚泥濃縮段階においても酸発酵過程を促進させることができる。この結果、本発明は次のとおりの効果を奏する。

① 本発明によれば、嫌気性消化槽へ送られる有機性汚泥の濃度を低コスト、低エネルギーで高めができる。

② 本発明によれば、嫌気性消化槽の容量を小さくすることができる。

③ 本発明によれば、嫌気性消化槽の高負荷運転が可能となる。

④ 本発明によれば、前処理工程で発生する分離液中の難分解性物質である浮遊物質を主として減少させ、分離液を清浄化するとともに消化率の向上と消化ガス発生の増加とを図ることができる。よって本発明は従来の問題点を一掃した下水汚泥等の有機性汚泥の嫌気性消化処理方法として、産業の発展に寄与するところは極めて大きいものである。

【図面の簡単な説明】

【図1】第1の発明の実施例を示すフローシートである。

【図2】第2の発明の実施例を示すフローシートである。

【図3】第3の発明の実施例を示すフローシートである。

【図4】第4の発明の実施例を示すフローシートである。

【図5】加温温度と浮上濃縮汚泥濃度との関係を示すグラフである。

【図6】加温温度と分離液濃度との関係を示すグラフである。

【図7】凝集剤添加量と分離液濃度との関係を示すグラフである。

【図8】濃縮時間と浮上濃縮汚泥濃度との関係を示すグラフである。

【図9】従来法1(加圧浮上濃縮法)のフローシートである。

【図10】従来法2(発泡剤添加浮上濃縮法)のフローシートである。

【符号の説明】

1 汚泥加温槽

2 浮上濃縮槽

3 嫌気性消化槽

4 沈殿槽

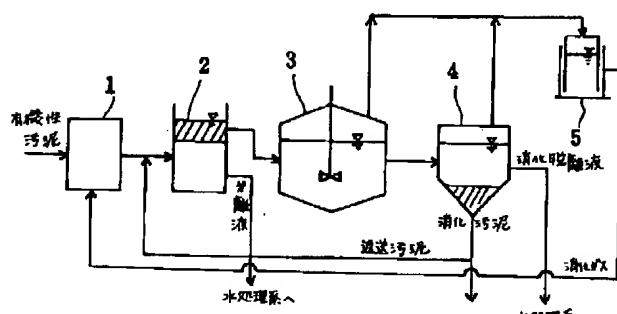
5 ガスホルダー

6、7 热交換器

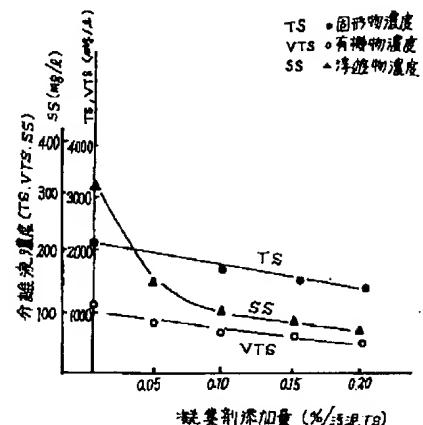
8 薬品溶解槽

9 薬品混和槽

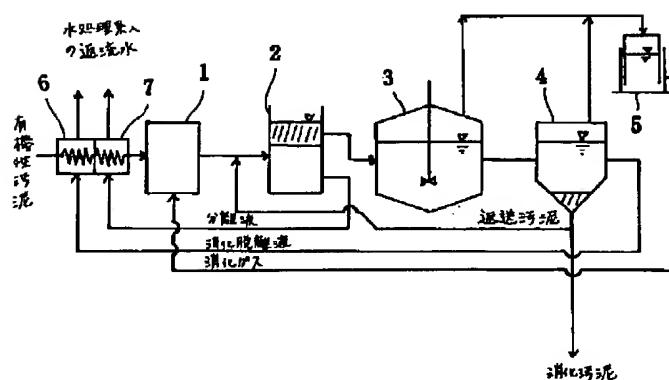
【図1】



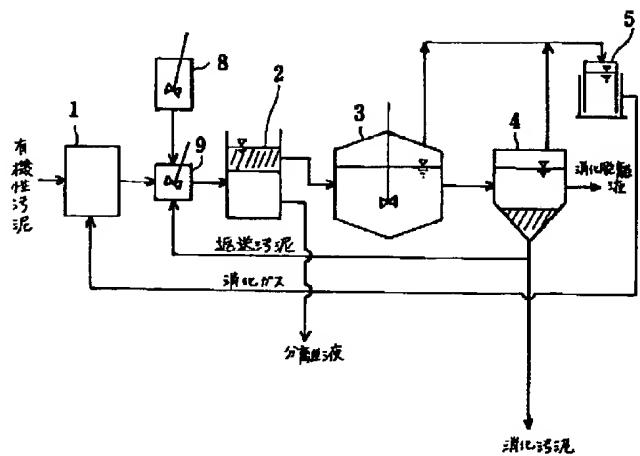
【図7】



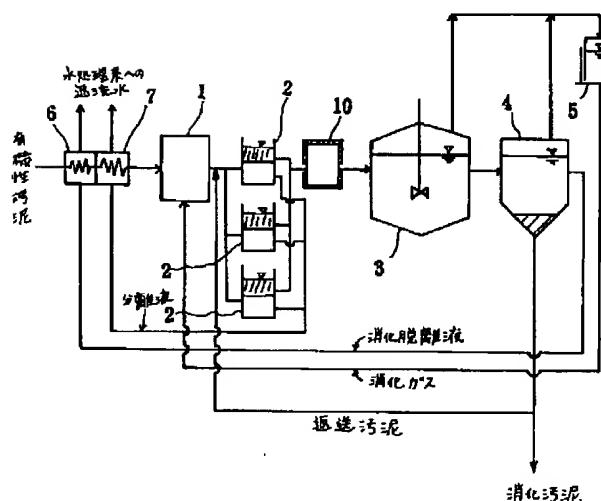
【図2】



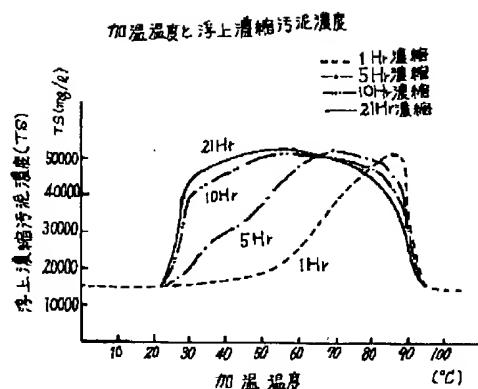
【図3】



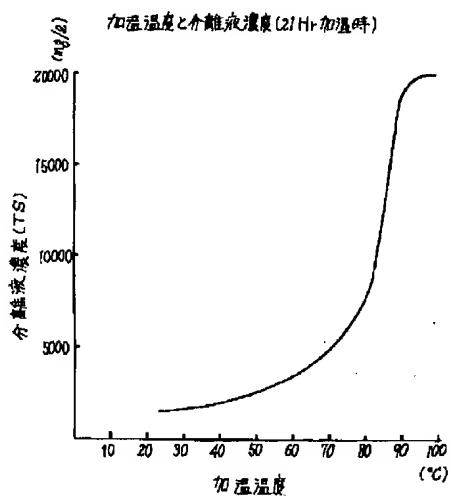
【図4】



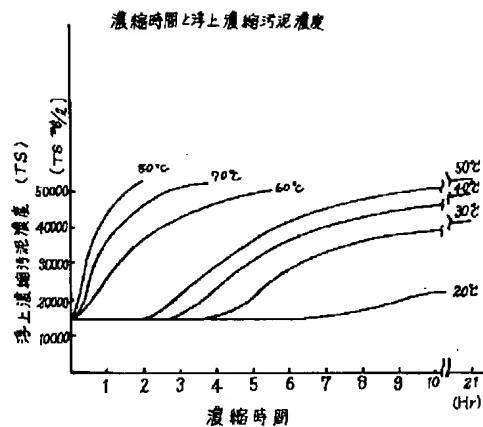
【図5】



【図6】

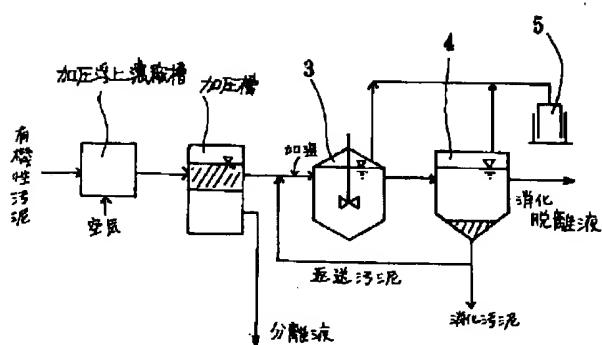


【図8】



【図9】

加压浮上濃縮法(従来法1)



【図10】

荒湯剤添加薄上濃縮法(従来法2)

